

SIMULACIÓN DE UN DESTILADOR MULTITAPA UTILIZANDO SIMUSOL

Sonia Esteban, Luis Saravia

INENCO, Facultad de Ciencias Exactas, UNSA
Buenos Aires 177, 4400 Salta, Argentina (estebans@unsa.edu.ar)

RESUMEN: En este trabajo se plantea la simulación numérica de un destilador multitapa mediante el programa SIMUSOL, para ello se ha considerado diferentes nodos a los que llegan o salen distintos flujos, ya sea de calor o masa. Se presentan los resultados de temperaturas en las distintas partes del destilador, flujos de calor y producciones alcanzadas. Estas últimas se comparan con los resultados obtenidos experimentalmente y se realiza un ajuste de los parámetros que describen el comportamiento térmico del sistema.

Palabras clave: SIMUSOL, destilador multitapa, comportamiento térmico.

INTRODUCCION

El análisis del comportamiento térmico de un destilador solar tipo batea ha sido realizado por muchos investigadores, siendo el modelo de Dunkle (1961) el más utilizado hasta hace unos cuantos años. Este modelo plantea un conjunto de ecuaciones que tienen en cuenta la transferencia de calor por convección, radiación y evaporación-condensación dentro de un destilador tipo batea; los resultados que se pueden obtener con el mismo se refiere a la profundidad, el espesor del aislamiento inferior y la temperatura de la batea. Resolviendo las ecuaciones utilizando este modelo para condiciones ideales de funcionamiento del destilador los resultados indican que la máxima eficiencia posible es del 50%, que en un equipo experimental este límite cae al 30%.

El trabajo realizado por J. Rheinländer (1982) está orientado a la elección de la escala del modelo de destilador con el que se pueda trabajar en laboratorios. Realiza un análisis sobre el alcance de las correlaciones que se manejan en la mayoría de los problemas de convección natural, las cuales son independientes de la longitud característica del problema. Si esto fuera cierto, sostiene el autor, para problemas más complejos como los que ocurren en los destiladores solares, bastaría con ajustar los valores de temperaturas y humedades en los bordes del modelo, a los correspondientes valores del sistema real. Lo único que uno debería preocuparse es asegurarse de que el flujo sea turbulento. Las simulaciones numéricas realizadas por el autor demuestran que esto no es cierto, es así que para un destilador con $L \approx 1.5$ m podría ser utilizado como modelo para el estudio de transferencia de masa de un equipo real de $L \approx 5$ m con errores menores que el 15%; pero si los resultados de las experiencias con el mismo modelo fueran pasados al equipo real de $L \approx 15$ m, es decir un factor de escala de 10, los errores crecerían en un 50%.

S. Kumar; G. Tiwari, (1996) desarrollan un modelo térmico para determinar el coeficiente de transferencia convectivo másico, para número de Grashof en el rango de los procesos que ocurren en un destilador. Basados en datos experimentales tanto sobre sistemas de destilación pasivos como activos, en condiciones de verano; se calculan valores para los coeficientes C y n , de la correlación dada por $Nu = C (Gr \times Pr)^n$ para $1.7 \times 10^6 < Gr < 5.7 \times 10^6$ para destiladores pasivos. El método experimental usado, basado en la masa de agua destilada producida, es una aproximación indirecta para estimar el coeficiente de transferencia de calor convectiva. Como tal, tendrá un grado de incerteza experimental; para calcularla se toma una medida particular correspondiente a varios días y se toma desviación cuadrática media de cada medida. Los autores sugieren valores de $C=0.032$ y $n=0.41$. No obstante, el funcionamiento de un destilador solar pasivo no puede ser evaluado de manera precisa a menos que estos valores sean verificados experimentalmente, con las condiciones climáticas del lugar.

Existen distintos parámetros, que permiten conocer efectivamente el consumo y la eficiencia de un sistema de destilación, los que a su vez son factores determinantes en el costo del agua producida. El funcionamiento de un destilador puede expresarse a través de estos parámetros. El GOR es un número adimensional que relaciona el consumo energético del equipo con el calor latente de vaporización del agua h_{fg} . Otro parámetro es la productividad específica P_{esp} de un destilador (kg/s m^2), definida en relación al área de evaporación A_{ev} .

El diseño de un sistema multietapa, implica el cálculo de la superficie del intercambio A_i , ya que la misma define el tamaño del sistema, potencia entregada al sistema, temperatura de la bandeja inferior, T_C , caudal de ingreso de agua a destilar, etc. . Para ello es necesario seleccionar algunos criterios de funcionamiento que pueden ser los siguientes:

- La productividad específica y el GOR, lo que resultará de la experiencia que se tiene en relación con los estudios económicos.
- La temperatura más caliente T_{Ci} , que depende de la fuente térmica a utilizar.
- El flujo de agua destilada a producir, que depende de las necesidades a satisfacer.

En este trabajo se simula el comportamiento térmico del destilador multietapa mediante un software desarrollado en el INENCO (SIMUSOL). Este programa utiliza la clásica analogía térmica-eléctrica y trabaja bajo entorno Linux. Esta alternativa parece ser muy atractiva y aceptada en nuestro ámbito, ya que uno, en la etapa de diseño, está interesado principalmente en el dimensionamiento, requerimientos energéticos, pérdidas térmicas, etc., que permitan un óptimo funcionamiento del sistema planteado.

En las siguientes secciones se describe el modelo propuesto y algunos elementos utilizados en la simulación, también se presentan los resultados de temperaturas en las distintas partes del destilador, flujos de calor y producciones alcanzadas. Estas últimas se comparan con los resultados obtenidos experimentalmente y se realiza un ajuste de los parámetros, C y n , que describen el comportamiento térmico del sistema.

DESCRIPCION DEL SISTEMA

Para simular el destilador multietapa completo se ha considerado distintos nodos a los que llegan o salen flujos, ya sea de calor o masa. Cada una de las etapas (1, 2, 3, 4) se ha dividido en cuatro zonas (nodos A, B, C y D) correspondientes a los diques con que cuenta el equipo experimental, figura 1.

El nodo 1 representa la bandeja inferior, donde se alcanzan las mayores temperaturas, mientras que el nodo FE la etapa superior, que se encuentra a una temperatura constante (la menor del sistema); experimentalmente esta se obtiene haciendo circular agua mediante un sistema de enfriamiento independiente. La numeración de las etapas intermedias es de 2 a 5, enumeradas desde la parte inferior hacia arriba.

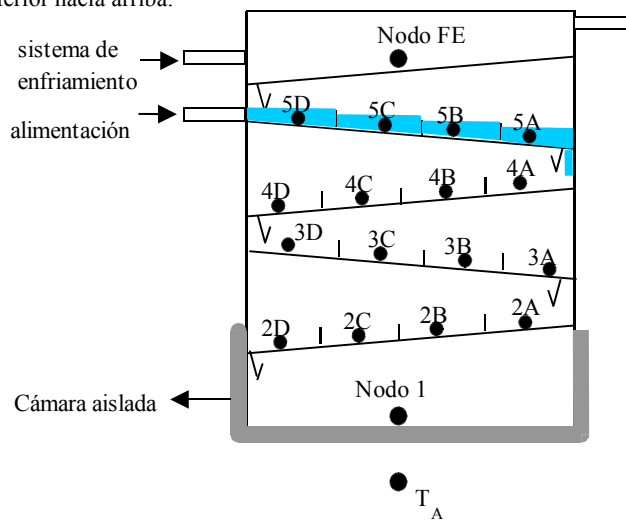


Fig 1: Esquema del destilador y ubicación de los nodos.

CIRCUITO TÉRMICO DEL SISTEMA

Dado que el programa SIMUSOL no cuenta con resistencias convectivas que tengan en cuenta la transmisión de calor por convección natural y por evaporación-condensación, se ha definido dos nuevos elementos resistivos que responden a estos fenómenos, denominados VC y VE, respectivamente. Para esto se han utilizado las ecuaciones de Dunkle, Morse-Read y Cooper. La figura 2 muestra el esquema del circuito térmico que definen estos nuevos elementos

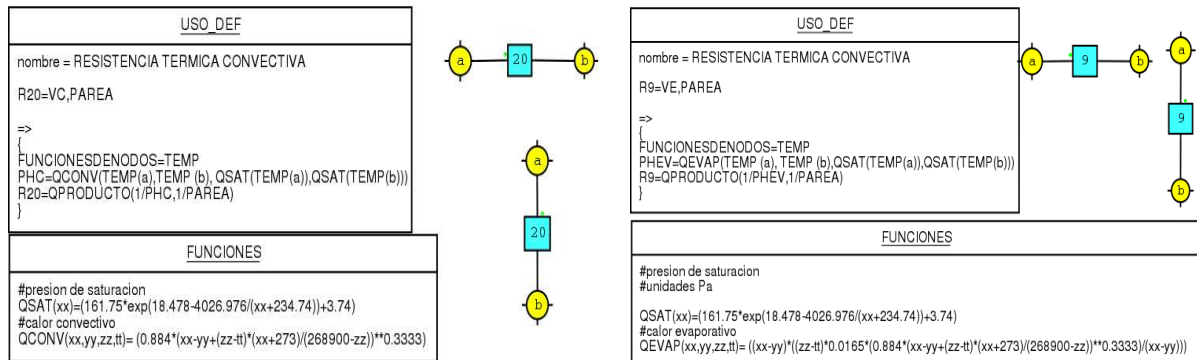


Fig 2: Definición de los elementos VC y VE.

También se ha tenido que adaptar el elemento correspondiente al transporte de calor debido al flujo de masa, ya que en nuestro caso si bien el flujo de circulación de agua a destilar es constante en cada etapa se le debe restar una cantidad de agua debido a la evaporación. Esto se ha realizado utilizando la caja **PARÁMETROS**, en el elemento **JM**; esto permite tener en cuenta la cantidad de agua evaporada a la temperatura que se encuentra el nodo correspondiente.

Los efectos de la acumulación térmica de cada dique se ha tenido en cuenta a través del elemento **C1**; por ejemplo: **C2A**, representa la acumulación térmica del nodo **2A**, dique superior de la primera etapa, figura 3. La bandeja inferior se ha considerado que tiene una aislación de poliestireno expandido de 5cm de espesor, definida a través de la resistencia conductiva **R3=D1**; además presenta acumulación térmica ya que esta bandeja contiene agua (C1) y una potencia constante dada por **J1=JQ**.

En cuanto a las condiciones iniciales se ha considerado que la bandeja inferior se encuentra a una temperatura levemente superior que las demás etapas del equipo; cada etapa se encuentra a una temperatura constante (**TEMP 2A = TEMP 2B = TEMP 2C = TEMP 2D**), que disminuye a medida que nos desplazamos hacia las etapas superiores del equipo. Este gradiente de temperatura en el equipo es necesario para que el programa comience la simulación.

La figura 3 muestra el circuito térmico del sistema de destilación.

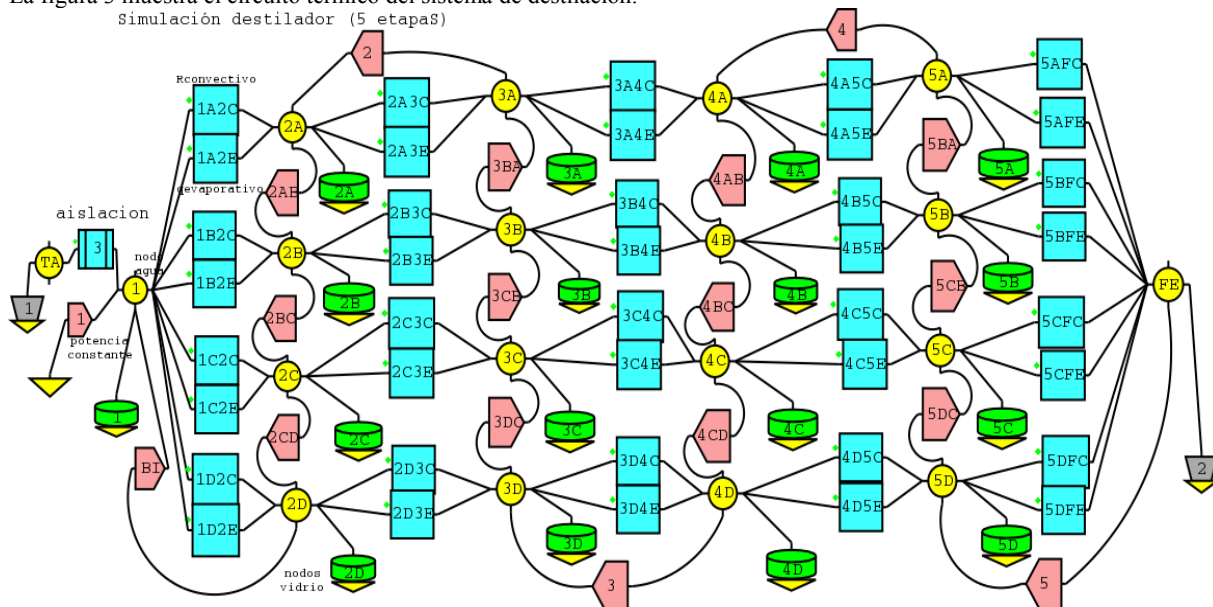


Fig 3: Sistema completo.

En una misma etapa, cada dique se conecta con el siguiente mediante un flujo de masa, por ejemplo: **J3DC** describe el flujo de masa **JM** de la etapa 3 entre los diques **D** y **C**. La modificación de los distintos flujos de masa **JM** se realiza a través de la introducción de parámetros **PMAS**, definidos en la caja **PARÁMETROS** mediante la función **QMEVAP (temp3D, temp4D, psat(temp3D), psat(temp4D))** que representa la cantidad de agua evaporada a determinada temperatura, definida en la caja **FUNCIONES**.

RESULTADOS OBTENIDOS

Para analizar el comportamiento térmico del destilador multietapa es necesario conocer las temperaturas alcanzadas por cada una de las etapas, el transporte de calor y masa desde una etapa a otra. Otro de los parámetros a analizar es el salto de temperatura entre la etapa inferior y superior, ya que el mismo determina el número de etapas del sistema y el salto de temperaturas en las etapas intermedias. Este último determina el movimiento convectivo del aire húmedo dentro del destilador, que es la principal forma de transporte de vapor desde la superficie de evaporación a la de condensación. Sin embargo, esta no es única forma de transporte de calor entre las etapas, ya que el aire que circula también lo hace en forma de calor sensible.

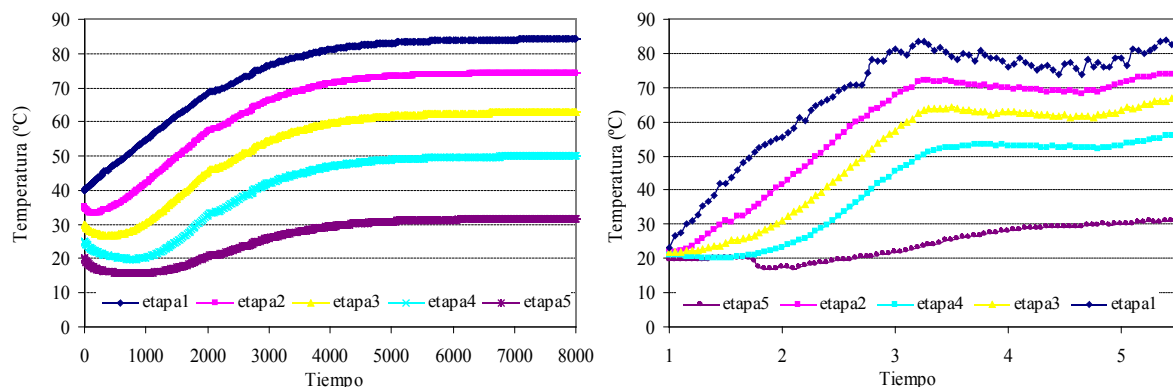


Fig 4: Distribución de temperatura del destilador

La figura 4 muestra la evolución temporal de las temperaturas de cada etapa, para dos valores de potencia entregada a la bandeja inferior. La gráfica de la derecha corresponde a las temperaturas experimentales mientras que la izquierda las obtenidas en la simulación. Se puede observar de ambos casos que la diferencia de temperatura entre las etapas, aumenta a medida que nos desplazamos hacia las etapas superiores.

Las graficas de la figura 5 muestran la distribución de temperatura dentro de cada etapa, obtenidas con la simulación. La gráfica de la izquierda muestra la distribución de temperatura en las etapas 2 y 3, mientras que a la derecha la distribución en las etapas 4 y 5. Se puede apreciar en estas gráficas, un salto de temperatura de aproximadamente 10°C, entre la segunda y tercera etapa; de 14°C entre la tercera y cuarta y de 19°C entre la cuarta y quinta etapa. Se establece en cada etapa un gradiente de temperatura, que aumenta en las etapas superiores.

Los diques internos de cada etapa (nodos **B** y **C**), en general, presentan temperaturas superiores a los nodos ubicados en los extremos (nodos **A** y **D**), esto se debe a que por los últimos ingresa o sale agua a destilar, desde la etapa superior (a una temperatura inferior) o hacia la etapa inferior, respectivamente.

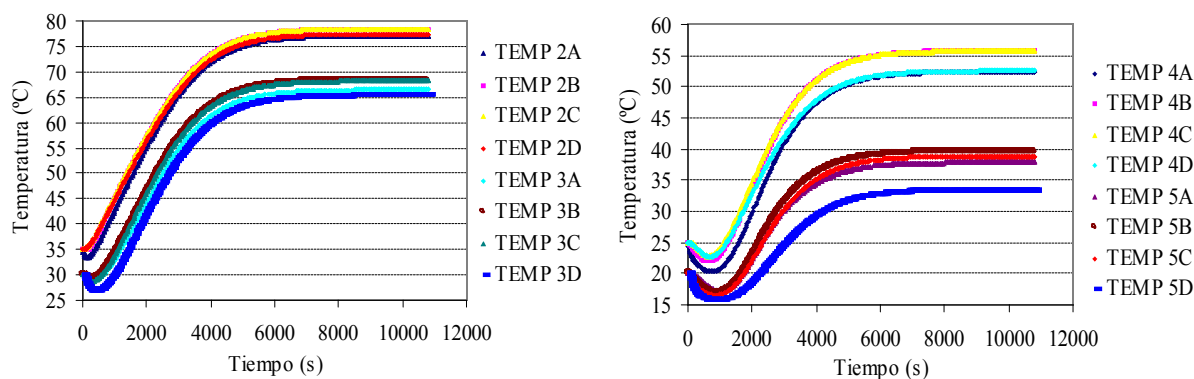


Fig 5: Distribución de temperatura en cada etapa.

La figura 6 muestra los flujos evaporativo en el destilador (izquierda) y convectivo entre la etapa tres y cuatro (derecha). En cuanto al flujo de calor debido a la evaporación se observa que los mayores flujos se encuentran en la etapa inferior (etapa con temperatura más alta) y disminuye hacia las etapas superiores siendo esta última 350% menor que el encontrado en la etapa inferior. El comportamiento de los flujos convectivos depende, como se señaló anteriormente, de la diferencia de temperatura establecida entre los nodos de cada una de las etapas. En la etapa tres, en particular, el flujo convectivo en el nodo **3A** es ligeramente superior al **3D**, mientras que los nodos internos **3B** y **3C**, son inferiores a los dos anteriores. Como podemos ver el flujo evaporativo es comparativamente superior al convectivo, con una diferencia de dos órdenes de magnitud.

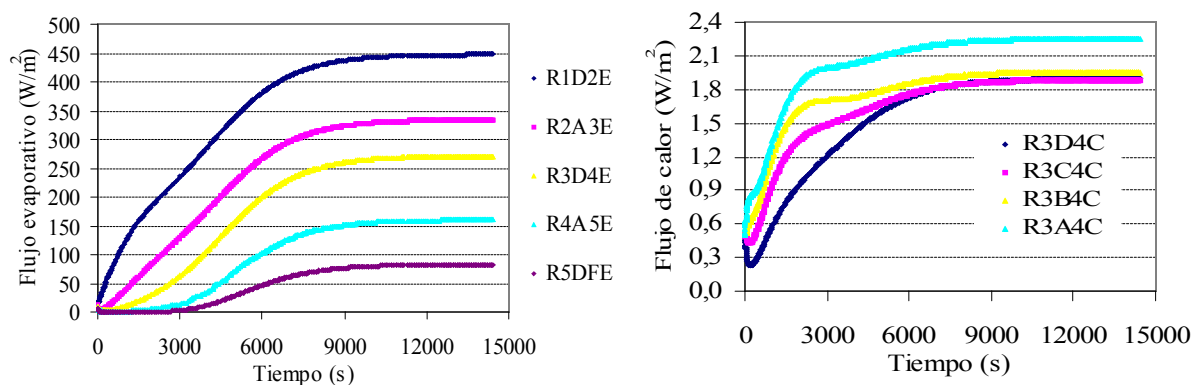


Fig. 6 : Flujos de calor evaporativo en el destilador y convectivo en la tercera etapa.

Las simulaciones han permitido realizar el cálculo de las producciones de cada etapa y totales, para dos destiladores multietapa ensayados experimentalmente: el primero cuya área transversal es de 0,25 m² y el segundo con área 0,5 m². Para ello se ha modificado, en el programa los valores de la potencia que ingresa a la bandeja inferior, lo que permite alcanzar temperaturas que van desde 70°C a 95°C, aproximadamente.

La figura 7 muestra, las producciones alcanzadas en cada etapa para un destilador con área de intercambio de 0,5 m², cuando la bandeja inferior alcanza una temperatura de 95°C. En la misma se puede ver el incremento de la producción a medida que nos acercamos a las etapas inferiores, etapa 1; esto se debe al incremento de temperatura en cada etapa.

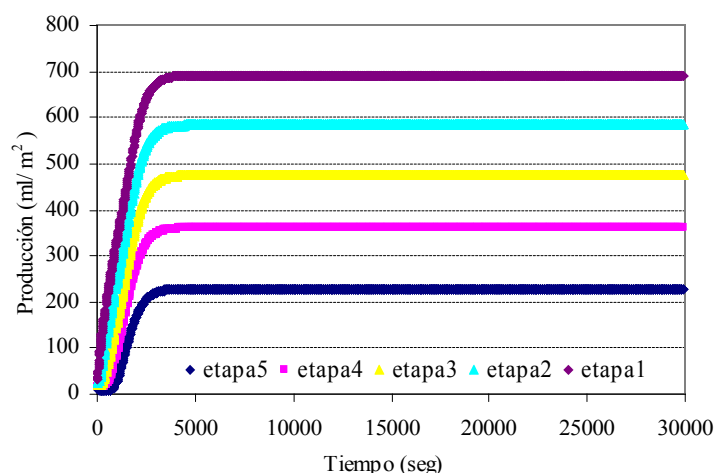


Figura 7: Producción en cada etapa.

La figura 8 muestra las producciones totales para dos destiladores de distintas áreas. Los resultados numéricos muestran el cambio de pendiente que presentan ambas curvas, que da cuenta de la mayor producción para el caso del destilador con un área de intercambio de 0.5 m², para una dada temperatura de bandeja inferior.

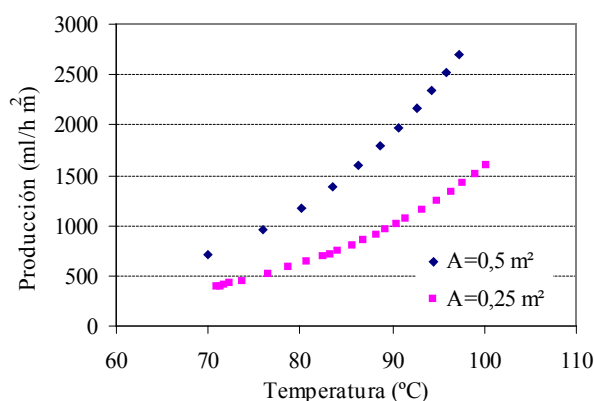


Figura 8: Producción total.

COMPARACION CON LOS RESULTADOS EXPERIMENTALES

El flujo de calor por convección natural de la superficie de agua de una etapa hacia la siguiente, se ha calculado a través de la siguiente ecuación:

$$q_{conv} = h \Delta T$$

El valor de h se obtiene, generalmente, a través de datos experimentales. Estos datos se correlacionan usando ecuaciones adimensionales del tipo:

$$Nu = \frac{hL}{k} = C Ra^n$$

donde las constantes C y n dependen de la geometría del sistema. Nu y Ra son los números adimensionales de Nusselt y Rayleigh. En los destiladores tipo batea los valores de C y n utilizados son 0.75 y 0.33, respectivamente (Dunkle).

Las simulaciones realizadas con el circuito térmico propuesto no sólo han permitido realizar el cálculo flujos de calor, producciones de cada etapa y conocer las distribuciones de temperaturas, sino también el ajuste de algunos parámetros para determinar si los resultados experimentales responden a los fenómenos descrito por las ecuaciones anteriores.

La figura 9 muestra las producciones obtenidas experimentalmente y mediante las simulaciones. Los valores de producciones obtenidos experimentalmente corresponden a distintos ensayos, en los cuales el ingreso de agua contaminada no es necesariamente el mismo, esto trae aparejado la dispersión observada respecto de los valores obtenidos con las simulaciones. A pesar de ello puede considerarse que el modelo describe satisfactoriamente los fenómenos que ocurren en el destilador multietapa.

Las producciones obtenidas experimentalmente son superiores a las calculadas con el modelo, si se utilizan los coeficientes en la relación $Nu = C_i Ra^n$ dados por Dunkle de $C_i = 0.75$ y $n = 0.333$ o por Clark, $C_i = 0.887$ y $n = 0.333$. Si se quisiera conseguir un mejor acuerdo con los datos experimentales lo que se hace es modificar el valor de la constante C_i .

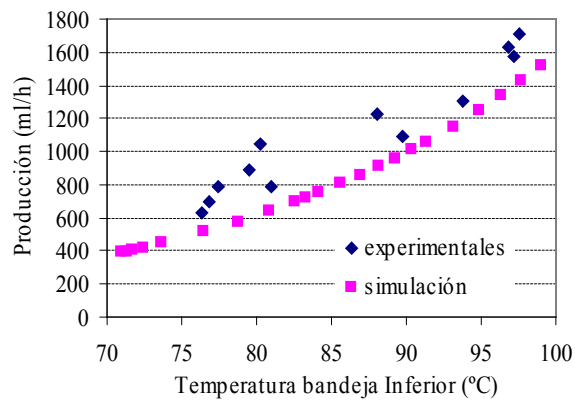


Figura 9: Producciones totales para un destilador con área de intercambio de 0,25 m².

Dado que el método experimental utilizado, basado en la medición de temperatura de la bandeja inferior y de masa de agua destilada, es una aproximación indirecta para estimar el coeficiente de transferencia de calor convectivo; el mismo tendrá su grado de incerteza experimental. En la figura 10 se ha graficado los resultados obtenidos de las simulaciones cuando el valor de la constante C_1 es 0,88 y 1,2; como puede observarse existe un mejor ajuste con este último valor que con el sugerido por Clark.

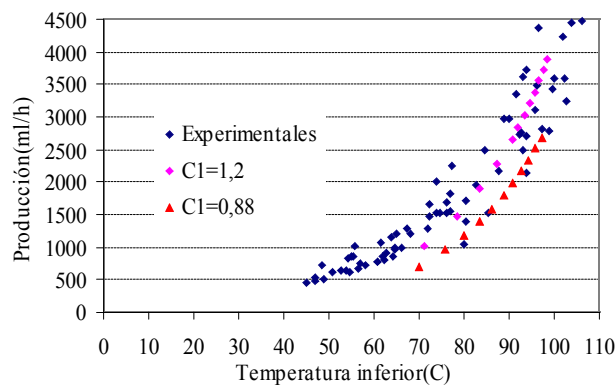


Figura 10: Producciones totales para un destilador con área de intercambio de 0,5 m².

La tabla 3-1 muestra las producciones obtenidas para dos valores de constante C_1 .

$C_1=1,2$		$C_1=0,88$	
Tinferior (°C)	Producción (ml/h)	Tinferior (°C)	Producción (ml/h)
71,2	1011,7	70,0	704,8
78,6	1476,4	75,9	954,5
83,6	1895,0	80,1	1180,2
87,5	2287,5	83,5	1391,5
90,6	2662,5	86,3	1592,9
92,0	2845,0	88,7	1787,1
93,3	3024,8	90,8	1975,5
94,5	3202,2	92,6	2159,4
95,6	3377,5	94,3	2339,5
96,7	3550,8	95,9	2516,5
97,7	3722,5	97,3	2690,8
98,6	3892,7		

Tabla 3-1. Producción para distintos valores de C_1 .

CONCLUSIONES

Respecto a la modelización del destilador mediante parámetros concentrados se ha realizado la misma mediante un programa desarrollado en el INENCO. Puede considerarse que el modelo planteado en este trabajo describe satisfactoriamente los fenómenos físicos que ocurren en el destilador multietapa. Las producciones obtenidas experimentalmente son superiores a las calculadas con el modelo, si se utilizan los coeficientes en la relación $Nu=C_1(GrPr)^n$ dados por Dunkle ($C_1=0.75$ y $n=0.333$) o por Clark, ($C_1=0.887$ y $n=0.333$). Existe un mejor ajuste con los datos experimentales si $C_1=1.2$ aproximadamente un 50% superior a este último valor.

NOMENCLATURA

H	altura del recinto (m)	Subíndices	
k	conductividad térmica del fluido (W/mK)	c	caliente
h	coeficiente convectivo (W/m ² K)	f	frío
L	longitud del recinto (m)	m	promedio
h_{fg}	calor latente de vaporización del agua (KJ/kg)		
Nu	número de Nusselt		
Pr	número de Prandtl, ν/α		
Ra	número de Rayleigh, $g\beta\Delta TH^3/\alpha\nu$		
Δ	variación		

REFERENCIAS

- Alía de Saravia D., Saravia L. y Saravia D. (2003). Avances introducidos en la capacidad del simulador de sistemas solares térmicos simuterm. CD de la V Jornada Iberoamericana en Energías Renovables, Cocción Solar de Alimentos.
- Alía de Saravia D., Saravia L. y Saravia D. (2007). Simusol.
- Sayigh A. A. (1977). Solar Energy Engineering,., pp. . Academic Press.
- J. Rheinländer (1982). Numerical calculation of heat and mass transfer in solar stills. Solar Energy 28, N2, pp. 173-179.
- S. Kumar; G. Tiwari, (1996). Estimation of convective mas transfer in solar distillation systems. Solar Energy 57, N6, pp. 459-464.
- Franco, J., Esteban, S., Saravia, L., (1999), "Destilador multietapa", *Avances en Energías Renovables y Medio Ambiente* p. 9.21.
- Duffie J. A. y Beckman W. A. (1991). Solar Engineering of Thermal Processes, 2ª edición, pp. 54-59. Wiley Interscience, New York.

ABSTRACT: Numerical study of multieffet destillator with Simusol program are presented in this article. Different nodes are considered, at to arrived or to leaved different flux, whatever heat or mass. Result of temperature, heat flux and productions in different part of destillator are presented. The last one are comparated with experimental results. The correlation between Nusselt number and Rayleigh number (parameters that describe the thermal behavior of system) are presented.

Keywords: SIMUSOL, multieffet destillator, thermal behavior.